



DEUTSCHES

PATENTAMT

5,726,258

⑯ Aktenzeichen: 195 24 182.7
⑯ Anmeldetag: 3. 7. 95
⑯ Offenlegungstag: 9. 1. 97

⑯ Anmelder:

BASF AG, 67063 Ludwigshafen, DE

⑯ Vertreter:

Bardehle, Pagenberg, Dost, Altenburg, Frohwitter,
Geissler & Partner Patent- und Rechtsanwälte, 81679
München

⑯ Erfinder:

Fischer, Wolfgang, Dr., 67067 Ludwigshafen, DE;
Baumgärtel, Michael, Dr., 67227 Frankenthal, DE

⑯ Verfahren und Vorrichtung zur kontinuierlichen Herstellung von Polymeren

⑯ Bei einem Verfahren und einer Vorrichtung zur kontinuierlichen Herstellung von Polymeren aus Reaktionskomponenten, insbesondere von Copolymeren aus Styrol und Acrylnitril, durch Masse- bzw. Lösungspolymerisation, wobei die Reaktionskomponenten durch die Rohre eines Kreislaufreaktors geführt werden, weist der Kreislaufreaktor mindestens einen Rohrbündelreaktor mit geraden Rohren auf, die von einem flüssigen Wärmeübertragungsmedium umspült werden, und jeder Rohrbündelreaktor besteht aus mindestens zwei Rohrbündelwärmetauschern, die durch mindestens eine Zwischenmischstrecke miteinander verbunden sind. Dabei beträgt das Volumen der Rohrbündelwärmetauscher mindestens 50% des Gesamtvolumens der Anordnung. Die Zwischenmischstrecken bestehen aus Rohren mit statischen Mischelementen, deren Rohre von einem Wärmeträgermedium umspült werden.

DE 195 24 182 A 1

Beschreibung

Die Erfindung betrifft ein Verfahren und eine Vorrichtung zur kontinuierlichen Herstellung von Polymeren aus Reaktionskomponenten, insbesondere von Copolymeren aus Styrol und Acrylnitril, durch Masse- bzw. Lösungspolymerisation, wobei die Reaktionskomponenten durch die Rohre eines Kreislaufreaktors geführt werden.

Die Polymerisation von zum Beispiel Acrylnitril mit vinylaromatischen Verbindungen wie Styrol, α -Methylstyrol, Vinyltoluol und dergleichen gegebenenfalls unter Verwendung radikalischer Initiatoren in einem Rührkessel ist bekannt. Die Reaktionswärme kann dabei entweder über die Wand oder durch Siede- oder Rückflußkühlung abgeführt werden (DE 34 30 247, DE 32 37 076, DE 25 04 659), was jedoch bei der Copolymerisation von Vinylaromaten und Acrylnitril nach diesem Verfahren nur bei nicht zu hohen Umsätzen sowie in Gegenwart größerer Mengen an inerten Lösungsmitteln aufgrund der sonst auftretenden nicht handhabbaren höheren Viskositäten möglich ist. Auch darf der Umsatz nicht zu hoch sein, da in kontinuierlichen Rührkesseln bei höheren Umsätzen Produkte mit breiteren Molmassenverteilungen erhalten werden (vgl. Z. Tadmor, Ind. Eng. Chem. Fundam. 1966, 5, 336, und G. Gerrens, Polymerisationstechnik, Ullmans Encyklopädie der technischen Chemie, 4. Aufl., Verlag Chemie, Weinheim, 1980, 107 ff.). Da in der Regel die nicht umgesetzten Monomere und das Lösungsmittel aus wirtschaftlichen Gründen in den Reaktor zurückgeführt werden, ist hier ein niedriger Umsatz nachteilig, zumal er auch zu relativ niedrigeren Raum-Zeit-Ausbeuten führt. Die zur Verbesserung der Wärmeabfuhr und zur Handhabung hochviskoser Polymerlösungen entwickelten Rührkessel sind technisch sehr aufwendig (DD 2 73 265, DD 2 94 429) und damit sehr teuer.

Die Polymerisation in Rohrreaktoren ist prinzipiell ebenfalls bekannt (EP 519 266). Gleichzeitig können diese Reaktoren auch eine große spezifische Kühlfläche zur Abfuhr der entsprechenden Reaktionswärme besitzen, was Voraussetzung für hohe Raum-Zeit-Ausbeuten ist. In solchen Reaktoren ist es prinzipiell möglich, höhere Viskositäten zu beherrschen, was eine Polymerisation in Gegenwart von geringen Mengen an Lösungsmittel und mit hohem Umsatz ermöglicht. Um ein für technisches Reaktoren ausreichend großes Reaktionsvolumen zu erreichen, werden die Rohrreaktoren als Rohrbündelreaktoren konzipiert. Um ein bestimmtes Reaktionsvolumen zu erhalten, stehen 3 Variablen zur Verfügung: Die Länge der einzelnen Rohre, ihr Durchmesser und ihre Anzahl im Rohrbündel. Eine große Anzahl an Rohren im Rohrbündel führt zum Problem, daß nicht alle Rohre gleichmäßig durchströmt werden. Große Durchmesser erniedrigen die spezifische Kühlfläche. Somit dürfen die Rohre aus wirtschaftlichen Gründen eine bestimmte Länge nicht unterschreiten. Aufgrund der Polymerisationsreaktion bildet sich im Verlauf der einzelnen Rohre ein radiales Temperatur- und Strömungsge schwindigkeitsprofil aus, das zu einer Beeinträchtigung der Wärmeabfuhr führt. Dies kann im Extremfall beim Versuch zu hohen Raum-Zeit-Ausbeuten zu gelangen, zu einem Durchgehen der Reaktion führen.

Der Erfindung liegt die Aufgabe zugrunde, ein Verfahren und eine Vorrichtung zur Herstellung von Polymeraten, insbesondere Copolymeraten aus Vinylaromaten und Acrylnitril, in Gegenwart von möglichst geringen Mengen an Lösungsmittel und mit hohem Um-

satz zur Erreichung einer möglichst hohen Raum-Zeit-Ausbeute zu schaffen.

Es wurde überraschend gefunden, daß die Aufgabe dadurch gelöst wird, daß die Polymerisation in einem Kreislaufreaktor durchgeführt wird, der mindestens einen Rohrbündelreaktor mit geraden Rohren aufweist, die von einem flüssigen Wärmeübertragungsmedium umspült werden und der mit mindestens einem statischen Mischer verbunden ist und daß jeder Rohrbündelreaktor aus zwei Wärmetauschern besteht, die durch mindestens eine Zwischenmischstrecke mit statischen Mischelementen miteinander verbunden sind. Dabei muß das Volumen der Rohrbündelwärmetauscher mindestens 50% des Gesamt volumens der Anordnung betragen. Die Rohrbündelwärmetauscher enthalten mindestens eine intensive Zwischenmischstrecke, die aus mit Wärmeträgermedium umspülten Rohren mit eingebauten statischen Mischelementen aufgebaut sind. Dabei beträgt die Zahl der Rohre in der Zwischenmischstrecke mindestens zwei, jedoch genauso viel oder weniger als die Zahl der Rohre im Rohrbündelwärmetauscher. Die statischen Mischelemente bestehen aus einem Gerüst ineinander greifender, sich kreuzender Stege, wie sie unter der Bezeichnung SMX-Mischer der Fa. Sulzer bekannt sind. Zwischen der Anzahl n der von den Reaktionskomponenten durchströmten Rohre der Zwischenmischstrecke und der Anzahl m der von diesen durchströmten Rohre im Rohrbündelwärmetauscher besteht die Beziehung $1 < n \leq m$.

Diese Zwischenmischstrecken führen zu einer Glättung der radialen Strömungs- und Temperaturprofile und damit zu einer Verbesserung der Wärmeübertragung. In den Verbindungsleitungen zwischen den beiden Wärmetauschern können statische Mischer angeordnet sein. Die Reaktionsmasse wird durch eine Kreislaufpumpe umgewälzt. Das Einsatzgemisch wird durch eine Einsatzgemischzufuhr in den Reaktor gefördert.

Über einen Austrag wird die Reaktionsmasse aus dem Reaktor in einen Entgasungsextruder geleitet. Dem Reaktor wird eine Mischung aus Frischmonomeren und aus der Entgasung rückgeführten flüchtigen Bestandteilen, die vorher kondensiert wurden, zugeführt.

Nachstehend wird die Erfindung in ihren Einzelheiten näher erläutert:

Mit dem erfundungsgemäßen Verfahren zur Herstellung thermoplastischer Polymerate werden insbesondere Copolymerate aus mindestens einem vinylaromatischen Monomeren a) und gegebenenfalls mindestens einem Monomeren b) aus der Gruppe der Nitrile und Ester der (Meth)acrylsäure von Alkoholen mit 1 bis 8 C-Atomen sowie Maleinsäureanhydrid aufgebaut. Als vinylaromatische Monomere kommen in Betracht: Styrol, α -Methylstyrol und auch das para-Methylstyrol. Als bevorzugte Copolymerate seien genannt die binären Copolymerate aus Styrol und Acrylnitril, aus α -Methylstyrol und Acrylnitril sowie die ternären Polymerate von α -Methylstyrol, Styrol und Acrylnitril.

Bezogen auf 100 Gew.-% des Monomerengemisches aus den Monomeren a) und b) können zusätzlich Lösungsmittel in einem Anteil von 1 bis 25 Gew.-%, bevorzugt 2 bis 18 Gew.-% sowie bis zu 5 Gew.-% Wasser angewendet werden. Als inerte Lösungsmittel kommen unpolare Lösungsmittel, wie aromatische Kohlenwasserstoffe, mit 6 bis 12 C-Atomen, insbesondere Benzol, Toluol, Ethyltoluol oder Ethylbenzol in Frage. Besonders bevorzugt wird Ethylbenzol angewendet.

Das erfundungsgemäße Verfahren kann sowohl thermisch als auch unter Verwendung der üblichen Initiato-

ren, z. B. von organischen Peroxiden oder organischen Azoverbindungen, die dem Fachmann bekannt sind, durchgeführt werden. Diese Reaktoren werden in dem dem Fachmann geläufigen Konzentrationen, d. h. im Bereich von 0,001 bis 0,5 Gew.-%, jeweils bezogen auf die Summe der Monomere a) und b) eingesetzt. Dem Fachmann ist bekannt, in welcher Form er diese Initiatoren (als Lösung in Monomeren oder im Lösungsmittel) in den Reaktor, in dem die Polymerisation stattfindet, kontinuierlich zudosieren kann.

Das erfundungsgemäße Verfahren wird in einem hydraulisch gefüllten Reaktor im Temperaturbereich von 50 bis 230°C, insbesondere bei Temperaturen von 50 bis 180°C, in einem Druckbereich von 0,1 bar bis 100 bar, insbesondere von 0,5 bis 75 bar, und mit mittleren Verweilzeiten der Monomeren in der Reaktionsmassen von 20 bis 420 Minuten, insbesondere 45 bis 300 Minuten, durchgeführt. Der Reaktor, der als Kreislaufreaktor zu bezeichnen ist, besitzt als wesentliche erfundungsgemäße Bestandteile mindestens einen Rohrbündelreaktor, bestehend aus m Rohren, die von einem Wärmeträgermedium umspült werden, mit je mindestens einer Zwischenmischstrecke, die aus Rohren mit statischen Mischelementen besteht, die von einem Wärmeträgermedium umspült werden, wobei die Zahl n der Rohre der Zwischenmischstrecke $1 < n \leq m$ beträgt, mindestens einen statischen Mischer in den Verbindungsleitungen zwischen den Rohrbündelwärmetauschern, mindestens einen Einsatzgemischzulauf, einen Austrag sowie mindestens eine Kreislaufpumpe.

Die Viskosität des Reaktionsmediums kann bis zu 750 Pas, bevorzugt bis zu 500 Pas, betragen. Die Strömungsgeschwindigkeit in den Rohren des Rohrbündelreaktors kann im Bereich von 0,5 bis 20 cm/s, bevorzugt 2 bis 15 cm/s, liegen. Das Kreislaufverhältnis, definiert als der Quotient aus dem durch die Kreislaufpumpe geförderten Massenstrom und dem Massenstrom des Zulaufs, kann im Bereich von 5 bis 125, bevorzugt im Bereich von 10 bis 100, liegen.

Die Austragsmenge aus dem Reaktor entspricht der Zulaufmenge, da der Reaktor hydraulisch gefüllt ist. Der Austrag wird durch ein- oder mehrstufiges Verdampfen von flüchtigen Bestandteilen bis auf weniger als 1 Gew.-%, bezogen auf das Polymerisat, befreit. Die abgetrennten flüchtigen Bestandteile können nach ihrer Kondensation in den Reaktor zurückgeführt werden.

Nachfolgend sind das erfundungsgemäße Verfahren sowie die erfundungsgemäße Vorrichtung anhand von Beispielen beschrieben. Es zeigen:

Abb. 1 eine schematische Zeichnung der für die Durchführung der Versuche benutzten Apparatur;

Abb. 2 eine schematische Zeichnung des Rohrbündelreaktors mit intensiver Zwischenmischstrecke.

Die Versuche wurden in einer Apparatur durchgeführt, deren Aufbau schematisch in der Abb. 1 dargestellt ist. Der in dieser verwendete Rohrbündelreaktor 1 ist der Abb. 2 zu entnehmen. Der Kreislaufreaktor besteht aus 2 je 3 m langen und zweigeteilten Rohrbündelreaktoren 1A und 1B mit je 19 Rohren 1, die einen Innendurchmesser von je 30 mm besitzen. Die Rohrbündelreaktoren enthalten in ihrer Mitte jeweils eine 30 cm lange Zwischenmischstrecke 12, die aus je 5 Rohren bestehen, in denen sich jeweils statische SMX-Mischelemente der Firma Sulzer befinden. Die Mischelemente dieser SMX-Mischer bestehen aus einem Gerüst ineinander greifender, sich kreuzender Stege. Solche SMX-Mischer werden vorwiegend im laminaren Strömungsbereich verwendet. Die Rohrbündelreakto-

ren 1A und 1B sowie die Zwischenmischstrecken 12 werden mit flüssigem Wärmeträger umspült. Zum Reaktor gehören des Weiteren zwei statische SMX-Mischer der Firma Sulz 2 und 3, eine Kreislaufpumpe 4, ein Einsatzgemischzulauf 5, ein Austrag 6 sowie ein Entgasungsextruder 7. Das Volumen des gesamten Reaktors beträgt 100 l.

In den Reaktor wird über den Einsatzgemischzulauf 5 eine Mischung aus Frischmonomeren eingeleitet, die über die Leitung 8 zugeführt werden, sowie aus der Entgasung stammende flüchtige Bestandteile, die kondensiert wurden und die über die Leitung 9 rückgeführt werden. Die über die Leitung 6 ausgetragene Reaktionsmasse wird dem Verdampfer-Extruder 7 zugeführt, in dem die flüchtigen Bestandteile über die Leitung 9 abgezogen werden. Das Copolymerisat aus dem Extruder 7 wird in Form von Strängen über die Leitung 10 ausgetragen, abgekühlt und granuliert.

Beispiel 1

Im stationären Zustand wurden der Polymerisationsanlage eine Mischung aus Frischmonomeren sowie der kondensierten flüchtigen Bestandteile aus dem Entgasungsextruder, die gegebenenfalls von unerwünschten Bestandteilen befreit wurden, zugeführt. Die Zusammensetzung der in den Reaktor gepumpten Monomerzufuhr wurde so gewählt, daß das Copolymerisat 35 Gew.-% Acrylnitril und 65 Gew.-% Styrol enthielt. Der Gehalt an Ethylbenzol, bezogen auf die gesamte Reaktionsmasse im Reaktor, betrug 15 Gew.-%. Das Kreislaufverhältnis betrug 45, die mittlere Verweilzeit 2,5 Stunden und die Reaktionstemperatur 145°C. Die Raum-Zeit-Ausbeute betrug 0,17 kg/h · l.

Beispiel 2

Wie Beispiel 1, jedoch betrug die Reaktionstemperatur 155°C. Die Raum-Zeit-Ausbeute betrug 0,20 kg/h · l.

Beispiel 3

Wie Beispiel 1, jedoch betrug die Reaktionstemperatur 165°C. Die Raum-Zeit-Ausbeute betrug 0,22 kg/h · l.

Beispiel 4

Wie Beispiel 1, jedoch betrug die Reaktionstemperatur 170°C und die mittlere Verweilzeit 2,2 Stunden und der Anteil an Ethylbenzol 12%. Die Raum-Zeit-Ausbeute betrug 0,33 kg/h · l.

Beispiel 5

Wie Beispiel 1, jedoch betrug die Reaktionstemperatur 170°C und die mittlere Verweilzeit 1,9 Stunden und der Anteil an Ethylbenzol 10%. Die Raum-Zeit-Ausbeute betrug 0,37 kg/h · l.

Vergleichsbeispiele

Die Vergleichsbeispiele wurden in einem Reaktor durchgeführt, der wie der oben beschriebene aufgebaut ist, jedoch ohne intensive Zwischenmischstrecken. Auch in diesem Fall betrug das Gesamtvolumen des Reaktors 100 l.

Vergleichsbeispiel 1

Versuchsbedingungen wie in Beispiel 1 beschrieben. Die Raum-Zeit-Ausbeute betrug 0,16 kg/h·l.

Vergleichsbeispiel 2

Versuchsbedingungen wie in Beispiel 1 beschrieben, jedoch bei 170°C Reaktionstemperatur, einer mittleren Verweilzeit von 2,1 Stunden und einem Gehalt von 12 Gew.-% Ethylbenzol. Die Raum-Zeit-Ausbeute betrug 0,29 kg/h·l.

Vergleichsbeispiel 3

Versuchsbedingungen wie in Beispiel 1 beschrieben, jedoch bei 169°C Reaktionstemperatur, einer mittleren Verweilzeit von 2,4 Stunden und einem Gehalt von 12 Gew.-% Ethylbenzol. Es konnte kein stationärer Betriebszustand erreicht werden, da die Reaktionstemperatur Schwankungen um $\pm 1,5$ °C aufwies. Die Raum-Zeit-Ausbeute schwankte zwischen 0,31 und 0,33 kg/h·l.

Vergleichsbeispiel 4

Versuchsbedingungen wie in Beispiel 1 beschrieben, jedoch bei 171°C Reaktionstemperatur, einer mittleren Verweilzeit von 2,3 Stunden und einem Gehalt von 11 Gew.-% Ethylbenzol. Ca. 5 Stunden nach Einstellung der neuen Versuchsbedingungen wurde die Reaktion unkontrollierbar und ging durch.

Der Vergleich der nach dem erfindungsgemäßen Verfahren mit der für dieses entwickelten Vorrichtung durchgeführten Versuchsbeispiele zeigt, daß die hier erzielten Ergebnisse bezüglich der Raum-Zeit-Ausbeute beträchtlich besser sind, als die nach dem bekannten Verfahren durchgeführten Vergleichsversuche.

Patentansprüche

1. Verfahren zur kontinuierlichen Herstellung von Polymeren aus Reaktionskomponenten, insbesondere von Copolymeren aus Styrol und Acrylnitril, durch Masse- bzw. Lösungspolymerisation, wobei die Reaktionskomponenten durch die Rohre eines Kreislaufreaktors geführt werden, dadurch gekennzeichnet, daß der Kreislaufreaktor mindestens einen Rohrbündelreaktor mit geraden Rohren aufweist, die von einem flüssigen Wärmeübertragungsmedium umspült werden und daß jeder Rohrbündelreaktor aus mindestens zwei Rohrbündelwärmetauschern besteht, die durch mindestens eine Zwischenmischstrecke miteinander verbunden sind.

2. Verfahren nach Anspruch 1, dadurch gekennzeichnet, daß das Volumen der Rohrbündelwärmetauscher mindestens 50% des Gesamtvolumens der Anordnung beträgt.

3. Verfahren nach Anspruch 1 oder 2, dadurch gekennzeichnet, daß die Zwischenmischstrecken aus Rohren mit statischen Mischelementen bestehen, wobei die Rohre von einem Wärmeträgermedium umspült werden.

4. Verfahren nach einem der vorhergehenden Ansprüche, dadurch gekennzeichnet, daß in den Rohren der Zwischenmischstrecken Gehrte, ineinanderliegender, sich kreuzender Stege umströmt werden.

5. Verfahren nach einem der vorhergehenden Ansprüche, dadurch gekennzeichnet, daß für die Anzahl n der von den Reaktionskomponenten durchströmten Rohre der Zwischenmischstrecke und die Anzahl m der von diesen durchströmten Rohre im Rohrbündelwärmetauscher die Beziehung $1 < n \leq m$ besteht.

6. Verfahren nach einem der vorhergehenden Ansprüche, dadurch gekennzeichnet, daß die Reaktionskomponenten zwischen zwei Rohrbündelreaktoren durch ein statisches Mischelement geführt werden.

7. Verfahren nach einem der vorhergehenden Ansprüche, dadurch gekennzeichnet, daß dem Kreislaufreaktor Gemische aus mindestens einem vinylaromatischen Monomeren und gegebenenfalls mindestens einem Monomeren aus der Gruppe der Nitrile der (Meth)acrylsäure und der Ester der (Meth)acrylsäure mit Alkoholen mit 1 bis 8 C-Atomen, sowie Maleinsäureanhydrid, zugeführt werden.

8. Verfahren nach Anspruch 7, dadurch gekennzeichnet, daß als vinylaromatische Monomere Styrol, α -Methylstyrol und/oder para-Methylstyrol eingesetzt werden.

9. Verfahren nach einem der vorhergehenden Ansprüche, dadurch gekennzeichnet, daß bei der Lösungspolymerisation als Lösungsmittel aromatische Kohlenwasserstoffe mit 6 bis 12 C-Atomen, insbesondere Benzol, Toluol, Ethyltoluol oder Ethylbenzol eingesetzt werden.

10. Verfahren nach Anspruch 9, dadurch gekennzeichnet, daß bezogen auf 100 Gew.-% des Monomergemisches zusätzlich Lösungsmittel in einem Anteil von 1 bis 25 Gew.-%, bevorzugt 2 bis 18 Gew.-%, sowie bis zu 5 Gew.-% Wasser zugeführt werden.

11. Verfahren nach einem der vorhergehenden Ansprüche, dadurch gekennzeichnet, daß die Reaktionstemperatur im Reaktor im Bereich von 50 bis 230°C, vorzugsweise von 50 bis 180°C, und der Druck im Bereich von 0,1 bis 100 bar, vorzugsweise von 0,5 bis 75 bar, liegt.

12. Verfahren nach einem der vorhergehenden Ansprüche, dadurch gekennzeichnet, daß die mittlere Verweilzeit der Monomeren in der Reaktionsmasse 20 bis 420 Minuten, vorzugsweise 45 bis 300 Minuten beträgt.

13. Verfahren nach einem der vorhergehenden Ansprüche, dadurch gekennzeichnet, daß die Strömungsgeschwindigkeit des Reaktionsmediums im Rohrbündelreaktor im Bereich von 0,5 bis 20 cm/s, vorzugsweise im Bereich von 2 bis 15 cm/s, liegt.

14. Verfahren nach einem der vorhergehenden Ansprüche, dadurch gekennzeichnet, daß die Viskosität des Reaktionsmediums maximal 750 Pas, vorzugsweise maximal 500 Pas beträgt.

15. Verfahren nach einem der vorhergehenden Ansprüche, dadurch gekennzeichnet, daß das Massenverhältnis des im Kreislauf geförderten Massenstroms zu dem Massenstrom des Zulaufs im Bereich von 5 bis 125, vorzugsweise im Bereich von 10 bis 100 liegt.

16. Vorrichtung zur Durchführung des Verfahrens nach einem der vorhergehenden Ansprüche, dadurch gekennzeichnet, daß der Kreislaufreaktor mindestens einen Rohrbündelreaktor (1) mit geraden Rohren aufweist, deren Außenflächen von ei-

nem flüssigen Wärmeübertragungsmedium umspülbar sind und daß der Rohrbündelreaktor (1) aus mindestens zwei Rohrbündelwärmetauschern (1A, 1B) besteht, die durch mindestens einen statischen Mischer (12) miteinander verbunden sind. 5

17. Vorrichtung nach Anspruch 16, dadurch gekennzeichnet, daß der Rohrbündelreaktor (1) mit mindestens einem statischen Mischer (2, 3) verbunden ist und daß mindestens ein Einsatzgemischzulauf (5) für die Zuführung der Monomere, ein Auslauf (6) 10 für die Polymere sowie eine Kreislaufpumpe (4) vorgesehen sind.

18. Vorrichtung nach Anspruch 17, dadurch gekennzeichnet, daß der Auslauf (6) mit einem Entgasungsextruder (7) verbunden ist. 15

19. Vorrichtung nach Anspruch 18, dadurch gekennzeichnet, daß der Entgasungsextruder (7) über einen Kondensator für flüchtige Bestandteile mit dem Einsatzgemischzulauf (5) verbunden ist.

20. Vorrichtung nach einem der Ansprüche 16 bis 19, dadurch gekennzeichnet, daß der Einsatzgemischzulauf (5) über einen statischen Mischer (2) an ein Ende eines Rohrbündelreaktors (1) angeschlossen ist, dessen anderes Ende über einen weiteren statischen Mischer (3) mit einem Ende eines weiteren Rohrbündelreaktors (1) in Verbindung steht, dessen anderes Ende mit dem Zulauf einer Kreislaufpumpe (4) in Verbindung steht, deren Ausgang mit dem Auslauf (6) sowie zur Bildung eines Kreislaufs mit dem Einsatzgemischzulauf (5) verbunden 30 ist.

21. Vorrichtung nach einem der vorhergehenden Ansprüche, dadurch gekennzeichnet, daß die statischen Mischelemente in den Mischern (2, 3, 12) aus einem Gerüst ineinandergreifender, sich kreuzender Stege aufgebaut sind. 35

Hierzu 2 Seite(n) Zeichnungen

40

45

50

55

60

65

- Leerseite -

FIG.1

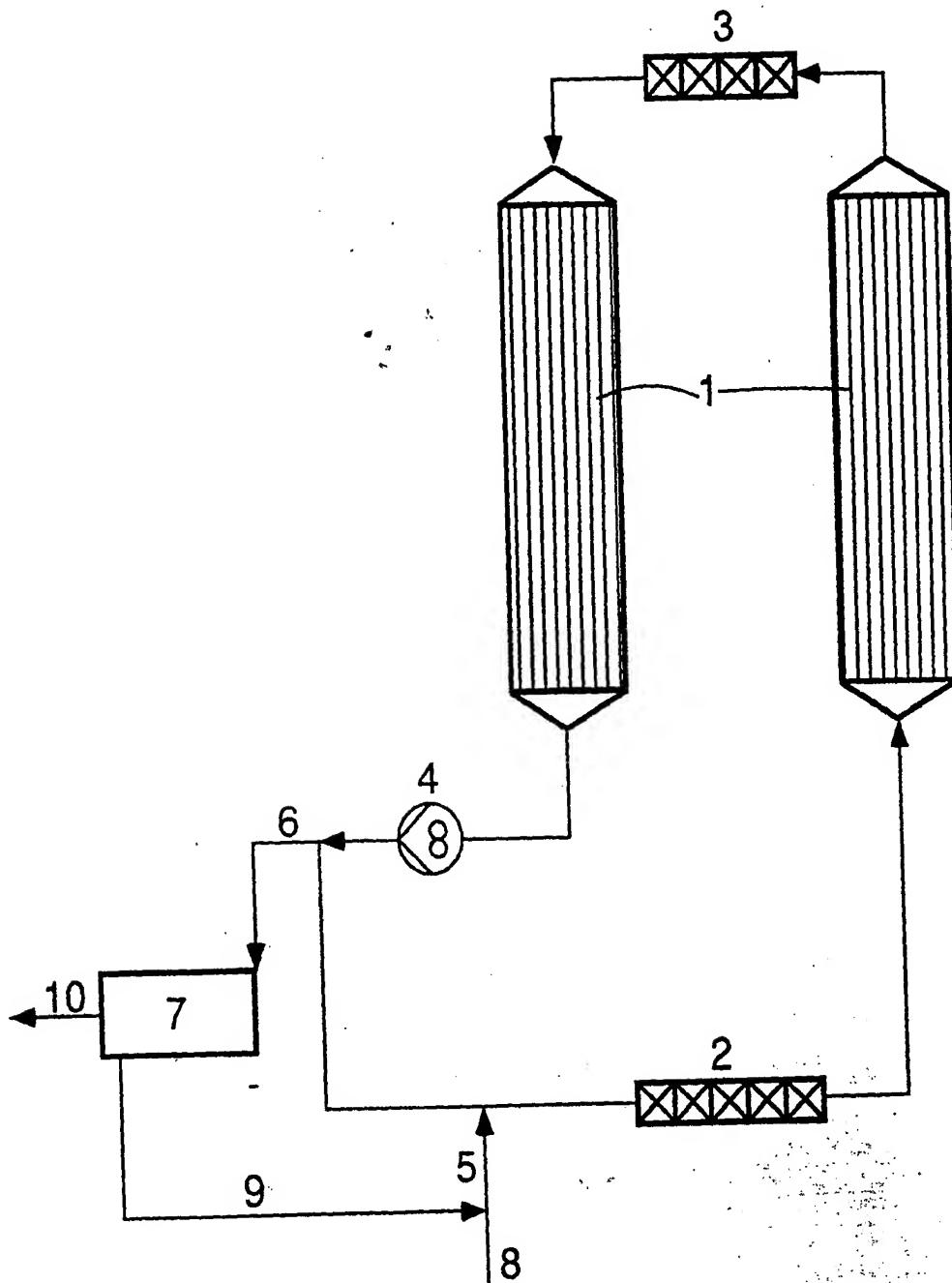


FIG.2

